УДК 631.841

И.С. БЕЛОГУР, ***А.С. САВЕНКОВ***, докт. техн. наук.,
И.М. РЫЩЕНКО, канд. техн. наук, НТУ "ХПИ", (г. Харьков)

ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИКИ РАЗЛОЖЕНИЯ НОВО-АМВРОСИЕВСКОГО КОНЦЕНТРАТА АЗОТНОЙ КИСЛОТОЙ

Дослідження особливостей розкладання фосфоритів у технологічних процесах одержання комплексних добрив здобуває усе більше значення в зв'язку з переходом промисловості на використання низькосортних фосфатних руд. Розглянемо метод розрахунку кінетики Ново-Амвросиевского концентрату.

The research of features of decomposing of phosphoresces in technological processes of reception of complex fertilizing gets the increasing value in connection with transferring an industry to use of low-grade phosphates ores. Let's consider a method of account of kinetics Novo - Amvrosivskogo of a concentrate

В производстве минеральных удобрений из фосфоритов выщелачивание фосфоритов растворами азотной кислоты описывается реакцией:

$$Ca_5F\left(PO_4\right)_3+10HNO_3\rightarrow 3H_3PO_4+5Ca(NO_3)_2+HF$$

Для выбора рациональной технологической схемы необходимо знать особенности лимитирующей стадии, определяющей скорость всего процесса.

В работе изучались кинетические закономерности процесса с целью определения лимитирующей стадии и коэффициентов массоотдачи. Если предположить, что при выщелачивании фосфоритов лимитирующей стадией является диффузия реагента к поверхности взаимодействия фаз, то изменение количества прореагировавшего вещества определятся по уравнению

$$-\frac{dM}{dt}=k\times m\times F\times C_R \qquad (1)$$

где M – масса извлекаемого вещества; k – коэффициент масоотдачи; F – суммарная поверхность выщелачивания; C_R – концентрация реагента, соответствующая времени; m – стехиометрический коэффициент пересчета от реагента к исходному веществу.

Также можно ввести балансовое уравнение. В аппарат, снабженный перемешивающим приспособлением, одновременно загружают G_0 кг растворимого вещества и W $м^3$ растворяющей жидкости. В результате энергичного перемешивания достигается равномерное распределение твердой фазы по объему аппарата. Величины G и C_1 зависят только от времени, а балансовое уравнение имеет вид:

$$G_0 - G = W \times (C_1 - C_H) \tag{2}$$

где C_1 и $C_н$ – текущая и начальная концентрация раствора.

Другая форма этого уравнения:

$$\left(1 - \frac{G}{G_0}\right) = C_1 - C_H; \qquad = \frac{G_0}{W} \tag{3}$$

Согласно этому уравнению можно записать обобщенное балансовое уравнение, для непрерывного процесса прямоточного ($C_m = C_H$; $\beta > 0$)

$$\beta\left(1 - \frac{G}{G_0}\right) = C_1 - C_H \tag{4}$$

Принимаем сферическую форму с переменным диаметром d, определяем:

$$G_0 = N\frac{\pi d_0^3}{6}\gamma; \quad G = N\frac{\pi d^3}{6}\gamma; \quad F = N\pi d^2 \tag{5}$$

Кинетика определяется совместным решением кинетического уравнения (1) и балансового (3). Установленный при этом результат и после интегрирования имеем уравнения следующего вида:

$$\Phi\left(\frac{1}{a}\right) - \Phi(x) = \frac{a^2}{¥} 2\frac{kt}{d_0} \tag{6}$$

$$a = \sqrt[3]{\frac{C_S - C_H}{} - 1} \tag{7}$$

где C_S – концентрация насыщения раствора, г/л.

Для решения функции Ф(x) необходима подстановка экспериментов.

$$\Phi(x) = \frac{1}{6} \times \ln \frac{(1+x)^2}{1-x+x^2} + \frac{1}{\sqrt{3}} \operatorname{arctg} \frac{2-x}{\sqrt{3}} \qquad (8)$$

Исследования проводились в аппарате с мешалкой по следующей методике: смесь частиц фосфорита, фракция 0,25 мм, массой 100 г загружалась в аппарат с мешалкой. Туда же заливался раствор 56 %-ной азотной кислоты в количестве 134,73 л. Такое соотношение реагирующих масс соответствует избытку жидкого реагента по сравнению со стехиометрическим коэффициентам, что отвечает производственным условиям выщелачивания. Соотношение Т : Ж, равное стехиометрическому коэффициенту, обеспечило бы нулевую концентрацию реагента в конце процесса выщелачивания. Увеличение же этого соотношения не обеспечило бы полного выщелачивания целевого компонента.

Опыты проводились при различных скоростях и через определенные промежутки времени отбирались пробы, которые анализировались на содержания P_2O_5 объемными методами. Полученные результаты показаны на рис. 1 и рис. 2.

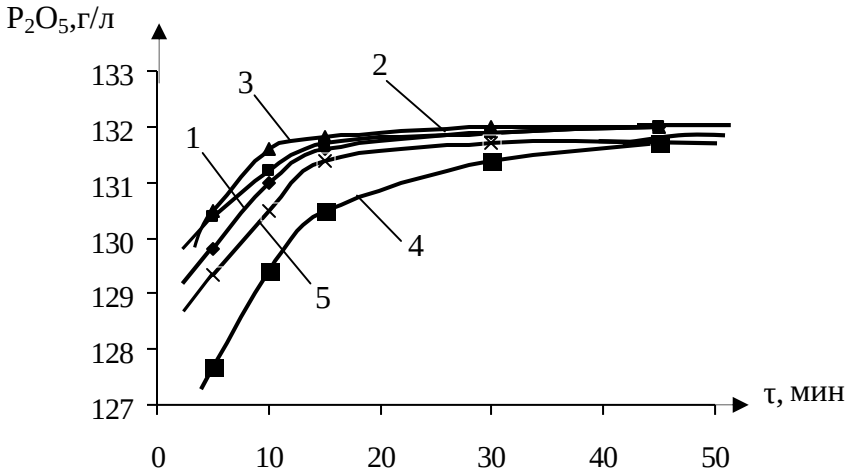

Рис. 1. Кинетика выщелачивания фосфоритов при температуре разложения 60ºС, 4 – 45 ºС, 5 – 50 ºС и окружной скорости мешалки (об/мин): 1 – 80, 2 – 160, 3 – 250, 4 и 5 – 80

Между величинами Ф(x) и t существует линейная зависимость (см. уравнение 6). Это свидетельствует о диффузионном механизме выщелачивания, изменения температуры и скорости вращения мешалки не приводит к существенному изменению степени выщелачивания целевого компонента.

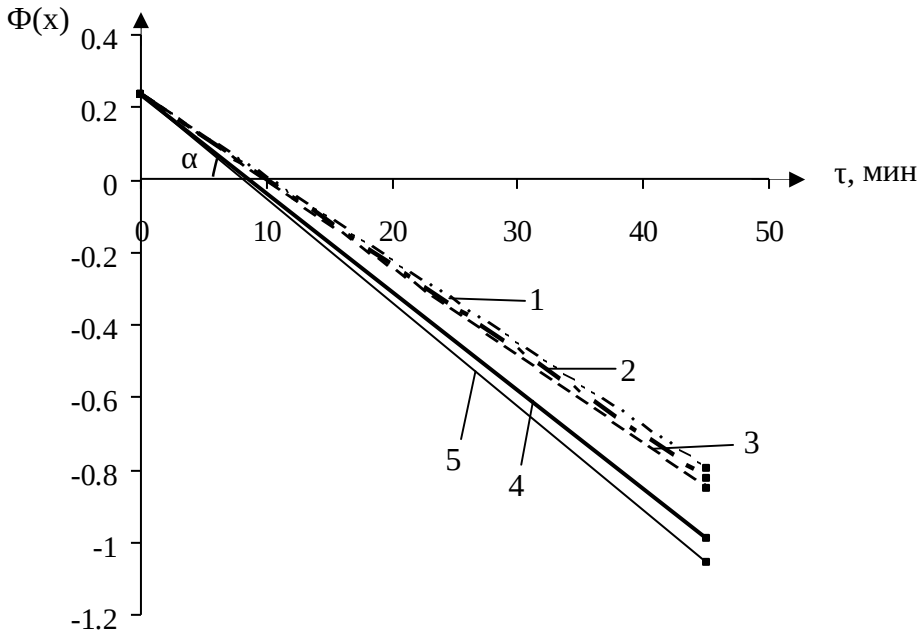

Рис. 2. Зависимость функции Φ(x) от τ при различных числах оборотов мешалки и температуры: 1 – 80 об/мин, T = 60 ºC; 2 – 160 об/мин, T = 60 ºC; 3 – 280 об/мин, T = 60 ºC; 4 – 80 об/мин, T = 45 ºC; 5 – 80 об/мин, T = 50 ºC

Коэффициент массоотдачи k определяется по тангенсу угла наклона приведенных прямых:

$$k = \frac{3 \times G_0 \times tg\alpha}{F_0 \times \beta \times a^2 \times m} \qquad (7)$$

Получено при различных температурах в аппарате с мешалкой: $K_1 = 8.09 \cdot 10^{-6}$ м/с при N = 80 об/мин, T = 60 ºC; $K_2 = 8.10 \cdot 10^{-6}$ м/с при N = 160 об/мин, T = 60 ºC; $K_3 = 8.11 \cdot 10^{-6}$ м/с при N = 280 об/мин, T = 60 ºC; $K_4 = 8.18 \cdot 10^{-6}$ м/с при N = 80 об/мин, T = 45 ºC; $K_5 = 8.21 \cdot 10^{-6}$ м/с при N = 80 об/мин, T = 50 ºC.

В результате можно сделать вывод что коэффициент масоотдачи не изменяется данном интервале взятых параметрах и равен $8.15 \cdot 10^{-6}$ м/с.

Список литературы: 1. *Семенишин Е.М., Малеванный М.С., Хчеян Г.Х*. Исследования кинетики выщелачивания фосфоритов азотной кислоты. Химическая технология, 1984, - №3 – С. 21-22. **2.** *Аксельруд Г.А., Молчанов А.Д*. Растворение твердых веществ. – М.: Химия, 1977, С.245.

Поступило в редколлегию 19.04.07